

25. 3. 2004

日本国特許庁
JAPAN PATENT OFFICE

別紙添付の書類に記載されている事項は下記の出願書類に記載されている事項と同一であることを証明する。

This is to certify that the annexed is a true copy of the following application as filed with this Office.

出願年月日 2003年 3月26日
Date of Application:

出願番号 特願2003-086052
Application Number:
[ST. 10/C]: [JP 2003-086052]

出願人 エア・ウォーター株式会社
Applicant(s):

REC'D 21 MAY 2004

WIPO

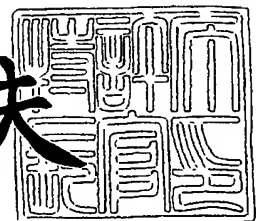
PCT

PRIORITY DOCUMENT
SUBMITTED OR TRANSMITTED IN
COMPLIANCE WITH
RULE 17.1(a) OR (b)

2004年 4月28日

特許庁長官
Commissioner,
Japan Patent Office

今井康夫



【書類名】 特許願

【整理番号】 D15-2

【提出日】 平成15年 3月26日

【あて先】 特許庁長官殿

【国際特許分類】 F25J 3/04

【発明者】

 【住所又は居所】 大阪府大阪市中央区東心斎橋1丁目20番16号 エア
 ・ウォーター株式会社 大阪本社内

 【氏名】 青木 弘

【発明者】

 【住所又は居所】 大阪府大阪市中央区東心斎橋1丁目20番16号 エア
 ・ウォーター株式会社 大阪本社内

 【氏名】 吉野 明

【特許出願人】

 【識別番号】 000126115

 【氏名又は名称】 エア・ウォーター株式会社

【代理人】

 【識別番号】 100079382

 【弁理士】

 【氏名又は名称】 西藤 征彦

【手数料の表示】

 【予納台帳番号】 026767

 【納付金額】 21,000円

【提出物件の目録】

 【物件名】 明細書 1

 【物件名】 図面 1

 【物件名】 要約書 1

 【包括委任状番号】 0216558

【プルーフの要否】 要

【書類名】 明細書

【発明の名称】 空気分離装置

【特許請求の範囲】

【請求項 1】 外部より空気を取り入れて低圧で圧縮する空気圧縮手段と、この空気圧縮手段によって圧縮された圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する酸素濃縮手段と、この酸素濃縮手段を経た高濃度酸素含有圧縮空気 I をさらに圧縮する酸素空気圧縮手段と、この酸素空気圧縮手段を経た高濃度酸素含有圧縮空気 II を冷却する熱交換器と、この熱交換器を経由し低温に冷却された高濃度酸素含有圧縮空気 II を各成分ガスの沸点差を利用して分離し酸素ガスを取り出す精留塔とを備えたことを特徴とする空気分離装置。

【請求項 2】 上記酸素濃縮手段を、圧縮空気中の窒素ガスを吸着する吸着剤を収容する吸着塔とし、上記吸着剤で圧縮空気中の水分等の不純物をも除去するようにした請求項 1 記載の空気分離装置。

【請求項 3】 酸素空気圧縮手段と熱交換器との間に、高濃度酸素含有圧縮空気 II 中の不純物を除去する除去手段を設けた請求項 1 または 2 記載の空気分離装置。

【発明の詳細な説明】

【0001】

【発明の属する技術分野】

本発明は、酸素ガスを省エネルギーで製造することができ、装置を著しく小形化できる空気分離装置に関するものである。

【0002】

【従来技術】

一般に、窒素ガス (GN_2)、酸素ガス (GO_2)、アルゴン (Ar) 等は、図 5 に示すように、空気を原料とし、これを空気圧縮機 61 で圧縮したのち、吸着塔 62 に入れて圧縮空気中の水 (H_2O)、炭酸ガス (CO_2) および炭化水素ガス (C_nM_m) を吸着除去し、さらに、コールドボックス 63 内の主熱交換器 (図示せず) を通して冷媒と熱交換させて超低温に冷却し、つぎに、精留塔 (図示せず) 内で深冷分離して製品ガス (窒素ガス、酸素ガス等) を製造し、これ

を上記主熱交換器を通して常温近くまで昇温させるという工程を経て製造されている。また、コールドボックス63から取り出される廃ガスは、吸着塔62の再生用として利用されている（例えば、特許文献1参照）。図5において、64は再生・排気用のヒーターである。

【0003】

【特許文献1】

特開平8-261644号公報（段落番号〔0011〕～〔0015〕）

【0004】

【発明が解決しようとする課題】

このような空気分離装置では、空気圧縮機61として、通常、吐出圧力が $5 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ 〔 0.5 MPa G （ゲージ圧）〕程度の空気圧縮機61が使用されているが、この空気圧縮機61を用いて $10,000 \text{ m}^3/\text{h}$ （Normal）の酸素ガスを製造しようとする、これに必要な空気量は、空気の各成分ガスの成分割合（体積％）が、酸素20.9％：窒素78.1％：アルゴン0.9％であるため、酸素ガスの回収効率を97％とすると、理論上では、空気量＝ $(10,000 \div 0.209) \div 0.97$ で算出され、約 $50,000 \text{ m}^3/\text{h}$ （Normal）の空気量が必要となる。このため、上記必要な空気量に見合う吸着塔62、主熱交換器、精留塔等を使用する必要があり、装置全体が大掛かりになっている。しかも、 $10,000 \text{ m}^3/\text{h}$ （Normal）の酸素ガスを製造する場合、これに必要な空気圧縮機61の圧縮動力（この圧縮動力は、通常、上記必要な空気量の数値に約0.09を乗じた値とされている）が 4500 kW 程度であり、吸着塔62の再生・排気用のヒーター64の駆動動力が 500 kW 程度であるため、合計 5000 kW 程度の大きな動力を必要とし、酸素ガスの製造に多大なエネルギーを要している。

【0005】

本発明は、このような事情に鑑みなされたもので、酸素ガスを省エネルギーで製造することができ、深冷分離機構（コールドボックスおよびその内部機器）等を大幅に小形化できる空気分離装置の提供をその目的とする。

【0006】

【課題を解決するたの手段】

上記の目的を達成するため、本発明の空気分離装置は、外部より空気を取り入れて低圧で圧縮する空気圧縮手段と、この空気圧縮手段によって圧縮された圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する酸素濃縮手段と、この酸素濃縮手段を経た高濃度酸素含有圧縮空気Ⅰをさらに圧縮する酸素空気圧縮手段と、この酸素空気圧縮手段を経た高濃度酸素含有圧縮空気ⅠⅠを冷却する熱交換器と、この熱交換器を経由し低温に冷却された高濃度酸素含有圧縮空気ⅠⅠを各成分ガスの沸点差を利用して分離し酸素ガスを取り出す精留塔とを備えたという構成をとる。

【0007】

すなわち、本発明の空気分離装置は、空気圧縮手段により原料空気を低圧力に圧縮し、この空気圧縮手段に続いて、その圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する酸素濃縮手段を設け、原料空気中の酸素濃度を高め、これを、酸素空気圧縮手段、熱交換器を経由して精留塔に供給している。そのため、同一量の酸素ガス等を製造する場合、大幅なエネルギーの節約ができるとともに、酸素濃縮手段以降の各手段の流通流量の大幅な低減を実現することにより、それらを従来のものの半分以上に小形化でき、結果的に装置全体の著しい小形化を達成することができる。ここで、上記低圧とは、酸素空気圧縮手段による圧縮圧力よりも小さいことをいい、通常は、酸素空気圧縮手段の圧縮圧力の $1/3$ 以下、好適には $1/5$ 以下、より好適には $1/10$ 以下のことをいう。

【0008】

【発明の実施の形態】

つぎに、本発明の実施の形態を図面にもとづいて詳しく説明する。

【0009】

図1は本発明の空気分離装置の一実施の形態を示している。図において、1は大気を取り込んで圧縮する空気圧縮機（空気圧縮手段）であり、その吐出圧力は、 $0.1 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ [0.01 MPa G (ゲージ圧)] 程度の低圧に設定されている。1aは空気圧縮機1を経た圧縮空気を第1吸着塔2, 3に送給する第1送給パイプである。第1吸着塔（酸素濃縮手段）2, 3は、内部に、上流側が

シリカゲル等の吸着剤が充填され、下流側に当出願人が開発したモレキュラーシーブス製吸着剤（エアウォーター社製AW0203）が充填されている。この第1吸着塔2, 3は、2個一対となっていて吸着・再生を交互に切換え運転する。この実施の形態では、第1吸着塔2, 3の吸着剤の作用（窒素ガス吸着作用）により、空気圧縮機1を経た低圧の圧縮空気中の各成分ガスの成分割合（体積％）を、例えば、酸素ガス50％：窒素ガス47.5％：アルゴンガス2.5％程度にし、圧縮空気中の酸素ガスの濃度を20.9体積％から50体積％に濃縮している。第1吸着塔2, 3は、上記の濃縮と同時に吸着剤の作用により圧縮空気中の水（ H_2O ）、炭酸ガス（ CO_2 ）および炭化水素ガス（ C_nH_m ）等を吸着除去する。4は第1吸着塔2, 3の再生・排気用の真空ポンプであり、4aは第1放出パイプで、第1吸着塔2, 3の吸着剤に吸着された廃ガスを大気に放出し吸着剤を再生する作用をする。このように、第1吸着塔2, 3およびその開閉弁6a, 6b, 8a, 8b付きのパイプ路ならびに真空ポンプ4からなる系は、VSA（バキュームスイングアブソブド）、膜分離となっていて一方の第1吸着塔2（3）が吸着作動しているときは、他方の第1吸着塔3（2）は真空ポンプ4の真空吸引により再生されている。なお、上記空気圧縮機1と第1吸着塔2, 3との間には、空気圧縮機1により圧縮された圧縮空気中の水分を除去する水分離器（図示せず）、場合により、この水分離器を経た圧縮空気を冷却するフロン冷却器（図示せず）が設けられている。また、この実施の形態では、上記の系はVSAとなっているが、PSA（プレッシャースイングアブソブド）、TSA（サーマルスイングアブソブド）の膜分離であってもよい。図において、6a, 6b, 7a, 7b, 8a, 8bは第1吸着塔2, 3を交互に吸着・再生運転させるための開閉弁である。

【0010】

11は第1吸着塔2, 3を経た高濃度酸素含有圧縮空気Iをさらに圧縮する小形の酸素空気圧縮機（流通する気体が従来のものの1/2以下になるため、1/2以下の小形サイズで足りる）〔酸素空気圧縮手段〕である。この実施の形態では、上記酸素空気圧縮機11として、高濃度酸素含有圧縮空気をさらに圧縮する小形の酸素空気圧縮機（オイルレスのセントリフューガルコンプレッサー：吐出

圧力 $5 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ [0.5 MPa G (ゲージ圧)] 程度の酸素空気圧縮機) が用いられている。この酸素空気圧縮機 11 は、高濃度酸素含有圧縮空気 I をさらに圧縮する際の爆発を防ぐため、オイルレス等の機構となっている。11a は酸素空気圧縮機 11 を経た高濃度酸素含有圧縮空気 II を第 2 吸着塔 12, 13 に送気する第 2 送給パイプである。12, 13 は内部に、市販モレキュラーシーブ等の吸着剤が充填され、交互に吸着・再生を行う 2 個 1 組の小形の第 2 吸着塔 (従来のももの $1/2$ 以下の小形のサイズになっている) であり、酸素空気圧縮機 11 によりさらに圧縮された高濃度酸素含有圧縮空気 II 中に微量残存する水、炭酸ガス、 $\text{C}_n \text{M}_m$ および NO_x 等を吸着除去する作用をする。14 は第 2 放出パイプで、第 2 吸着塔 12, 13 で再生作用を終えた廃ガスを大気に放出する作用をする。この第 2 吸着塔 12, 13 および開閉弁 16a, 16b, 19a, 19b 付きのパイプ路からなる系は、TSA となっている。図において、16a, 16b, 17a, 17b, 18a, 18b, 19a, 19b は第 2 吸着塔 12, 13 を交互に吸着・再生運転させるための開閉弁である。

【0011】

21 は主熱交換器で、プレートフィン型のもの等からなり、第 2 吸着塔 12, 13 により、微量の水および炭酸ガス等が吸着除去された高濃度酸素含有圧縮空気 II を超低温に冷却する。この主熱交換器 21 も、従来のももの $1/2$ の流通気体の処理量となることから、約 $1/2$ 以下の小形のサイズになる。22 は主熱交換器 21 により超低温に冷却された高濃度酸素含有圧縮空気 II を高圧精留塔 23 の下部に送り込む供給パイプである。この高圧精留塔 (棚段式またはバックドカラム式) 23 も、流通する気体が従来のももの $1/2$ 以下になることから、 $1/2$ 以下の能力でよくなり、 $1/2$ 以下のサイズになる。上記高圧精留塔 23 の内部では、供給パイプ 22 から送り込まれた高濃度酸素含有圧縮空気 II のうち、液体の高濃度酸素含有液体空気 24 が底部に溜まり、窒素ガスが上部に上昇する。上部に上昇する窒素ガスは、その一部が第 1 還流用パイプ 31 を経由して低圧精留塔 28 下部の凝縮器 (コンデンサー) 30 に導入され、残部が窒素ガス取出パイプ 26 を経由し膨脹タービン 37 の駆動ガスとなる。そして、凝縮器 30 に導入された窒素ガスは、そこで液化されて液体窒素となり、第 2 還流用パイプ 32

を経て高圧精留塔 23 の上部に還流液として戻り、高圧精留塔 23 内を下方に流下し、下方から上昇してくる気体の高濃度酸素含有圧縮空気 I I と向流的に接触し、高濃度酸素含有圧縮空気 I I の高沸点成分ガス（酸素ガス）を液化し流下させる。このため、底部に溜まる液体の高濃度酸素含有液体空気 24 はさらに酸素リッチになり、低沸点成分ガス（窒素ガス）は高圧精留塔 23 の上部に向かって上昇する。窒素ガス取出パイプ 26 から取出された窒素ガスは、主熱交換器 21 に送られ、この主熱交換器 21 を通過する圧縮空気を冷却したのち、第 1 連結パイプ 26 a を経由して膨脹タービン 37 に供給され、先に述べたように、膨脹タービン 37 の駆動源となり寒冷を発生する。38 は開閉弁 38 a 付き迂回路である。すなわち、窒素ガス取出パイプ 26、開閉弁 26 b 付き第 1 連結パイプ 26 a を経て膨脹タービン 37 に導入された窒素ガスは、内部で膨脹し、熱力学的外部仕事を行うことにより著しく低温になって装置に必要な寒冷量を発生し、その状態で第 2 連結パイプ 37 a を経由して主熱交換器 21 に入り、ここで原料空気と熱交換して発生寒冷を原料空気に付与し、それ自身は常温となり、その大部分は、廃ガスとして放出パイプ 37 b を経由して放出され、一部が分岐パイプ 40 を経由して第 2 吸着塔 12, 13 の吸着剤の再生ガスとなる。この分岐パイプ 40 は、導入された窒素ガスを、ヒータ 41 を有する第 1 パイプ 42 もしくは、ヒータなしの第 2 パイプ 43 に供給する作用をする。44 は第 3 パイプであり、第 1 パイプ 42 もしくは第 2 パイプ 43 を経た窒素ガスを第 2 吸着塔 12, 13 に吸着剤再生用ガスとして供給する作用をする。

【0012】

28 は高圧精留塔 23 の上方に設けられた低圧精留塔（棚段式またはバックドカラム式）であり、高圧精留塔 23 の底部に溜まる液体の高濃度酸素含有液体空気 24 が膨脹弁 29 a 付き送給パイプ 29 を経て送り込まれる。この低圧精留塔 28 には、その底部に凝縮器 30 が設けられており、そこに、高圧精留塔 23 から取り出された窒素ガスの一部が第 1 還流用パイプ 31 を介して導入される。この窒素ガスは、低圧精留塔 28 の底部に溜まる液体酸素（ LO_2 ：純度 99.7 体積％程度）34 を加温して液体酸素 34 を気化させる働きをし、それ自身は液体酸素 34 の冷熱によって液化し、その一部が、先に述べたように、流量調整弁

32a 付き第2還流用パイプ32を通過して高圧精留塔23の上部に還流し還流液となる。また、上記液体窒素34の残部は、流量調整弁33a 付き分岐パイプ33を通過して低圧精留塔28の上部に導入され還流液となって低圧精留塔28内を流下し気液分離作用をする。35は低圧精留塔28の下部側から延びる製品酸素ガス取出パイプであり、低圧精留塔28の底部に溜まる液体酸素34から気化した高純度の酸素ガスを取り出して主熱交換器21内に案内し、高濃度酸素含有圧縮空気IIと熱交換させて常温にし製品酸素ガスとして装置外に送り出す作用をする。36は低圧精留塔28の上部から延びる製品窒素ガス取出パイプであり、低圧精留塔28の上部に上昇してきた窒素ガスを取り出して主熱交換器21に送り、高濃度酸素含有圧縮空気IIを冷却させるとともに、それ自身を常温に昇温させ製品窒素ガスとして装置外に送り出す作用をする。図において、39はコールドボックスであり、内部に、低温断熱に用いられるパーライト等の断熱材（図示せず）が詰められている。なお、この実施の形態では、第1吸着塔2, 3のラインは、窒素ガス吸着により酸素を濃縮しているが、酸素ガスを吸着する吸着剤を用い、吸着剤に吸着され濃縮された酸素ガスを取り出すようにしてもよい。

【0013】

この装置を用い、つぎのようにして窒素ガスおよび酸素ガスを製造することができる。すなわち、まず、空気圧縮機（空気圧縮手段）1から外部の空気を取り入れ、ここで空気を低圧で圧縮し、水分離器（図示せず）により圧縮された空気中の水分を除去し、その状態で第1吸着塔（酸素濃縮手段）2, 3に送り込み、圧縮空気中の窒素ガス、水分、炭酸ガスおよび炭化水素ガス（ $C_n H_m$ ）等を吸着除去する。これにより、圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する。これが、本発明の最大の特徴である。ついで、第1吸着塔2, 3を経た高濃度酸素含有圧縮空気Iを酸素空気圧縮機（酸素空気圧縮手段）11に導入し、この酸素空気圧縮機11により高濃度酸素含有圧縮空気Iをさらに圧縮し高濃度酸素含有圧縮空気IIとしたのち第2吸着塔12, 13に送り込み、高濃度酸素含有圧縮空気II中の水、炭酸ガスおよび NO_x 等を吸着除去する。つぎに、水、炭酸ガスおよび NO_x 等が吸着除去された高濃度酸素含有圧縮空気IIを主熱交換器21内に送り込んで超低温に冷却し、その状態で高圧精留塔23の下部に導入する。ついで、高圧

精留塔 23 内で、この高濃度酸素含有圧縮空気 I I と、低圧精留塔 28 でつくられた還流液体とを向流接触させて圧縮空気を精留し、窒素と酸素の沸点の差（酸素の大気圧での沸点 -183°C 、同じく窒素の沸点 -196°C ）により、高濃度酸素含有圧縮空気 I I 中の高沸点成分である酸素を液化させ、窒素を気体とする。この窒素ガスを窒素ガス取出パイプ 26 から取り出して主熱交換器 21 に送り込んだのち、膨脹タービン 37 に供給し、ここで寒冷を発生させたのち、その大部分を装置外に放出し、一部を第 2 吸着塔 12, 13 の再生ガスとする。

【0014】

また、低圧精留塔 28 の上部に溜まった窒素ガスを製品窒素ガス取出パイプ 36 から取り出して主熱交換器 21 に送り込み、常温近くまで昇温させたのち、製品窒素ガスとして装置外に送り出す。他方、高圧精留塔 23 の底部に溜った液体の高濃度酸素含有液体空気 24 を送給パイプ 29 を経て低圧精留塔 28 に送り込み、窒素を気化除去した液体酸素 34 として低圧精留塔 28 の底部に溜め、低圧精留塔 28 底部の凝縮器 30 を通る窒素ガスと熱交換させて気化させる。この気化させた酸素ガスを製品酸素ガス取出パイプ 35 から取り出して主熱交換器 21 に送り込み常温近くまで昇温させたのち、製品酸素ガスとして装置外に送り出す。このようにして製品酸素ガスおよび窒素ガスが得られる。

【0015】

上記実施の形態では、第 1 吸着塔 2, 3 により、圧縮空気中の酸素ガスの濃度が 20.9 体積%から 50 体積%程度に濃縮されているため、 $10,000\text{ m}^3/\text{h}$ (Normal) の酸素ガスを製造するのに必要な空気量は、酸素ガスの回収効率を 97% とすると、理論上では、 $\text{空気量} = (10,000 \div 0.500) \div 0.97$ で算出され、約 $20,600\text{ m}^3/\text{h}$ (Normal) の空気量であり、冒頭で述べた従来のものの 41% 程度に減少している。しかも、 $10,000\text{ m}^3/\text{h}$ (Normal) の酸素ガスを製造するのに必要な酸素空気圧縮機 11 の圧縮動力が 2000 kW 程度にまで減少し、また、酸素空気圧縮機 1 の圧縮動力が 300 kW 程度に、真空ポンプ 4 の駆動動力が 900 kW 程度に、電気ヒータ 41 の電力量が 200 kW 程度になると推測されるため、合計 3400 kW となり、従来の 70% 程度に減少している。したがって、30% 以上の省エネ

ギーを実現できる。

【0016】

また、この実施の形態では、原料空気を圧縮する空気圧縮機 1 に続いて、その圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する第 1 吸着塔 2, 3 を設け、原料空気中の酸素濃度を高め、これを酸素空気圧縮機 11, 主熱交換器 21 を経由して高圧精留塔 23, 低圧精留塔 28 に供給している。そのため、酸素空気圧縮機 11 以降の、主熱交換器 21, 両精留塔 23, 28 のような各機器の流通流量の大幅な低減を実現することにより、それらを従来のものの半分以下に小形化でき、結果的に装置全体の著しい小形化を達成することができる。

【0017】

例えば、 $70,000\text{ m}^3/\text{h}$ (Normal) の酸素ガスを製造する場合、従来のものでは高圧精留塔 23 の直径が 7 m (当社計算値) となり、これは工場で組立てて現地に運ぶのは輸送手段がないことから、やむなく現地で組立てざるを得なかったが、この実施の形態では、同量の酸素を製造する場合、精留塔を流通する気体が $1/2$ 以下となるため、上記精留塔の直径を約 4.2 m にすることができる。そのため、工場で組立て現地に運搬することが可能となり、大幅な省力化が可能となる。

【0018】

図 2 は本発明の空気分離装置の他の実施の形態を示している。この実施の形態では、第 2 吸着塔 12, 13 を省いている。すなわち、第 2 吸着塔 12, 13, 第 2 放出パイプ 14, 開閉弁 16a, 16b, 17a, 17b, 18a, 18b, 19a, 19b 付きのパイプ路、分岐パイプ 40 および第 1～第 3 パイプ 42～44 を省いている。それ以外の部分は上記実施の形態と同様であり、同様の部分には同じ符号を付している。この実施の形態では、装置を、原料空気として清浄な空気を用いるような場所等に設置することにより、前記実施の形態と同様の効果を奏するうえ、装置の簡素化、小形化を達成できる。

【0019】

図 3 は本発明の空気分離装置のさらに他の実施の形態を示している。この実施の形態では、図 2 に示す実施の形態において、膨脹タービン 37 に代えて、装置

外からタンクローリー等で液体酸素 (LO_2) が供給される液体酸素貯槽 (図示せず) を用い、その液体酸素を寒冷源としている以外は、実質的に図 2 に示す装置と同じである。図において、47 は液体酸素貯槽からの液体酸素を、寒冷源として低圧精留塔 28 の下部に導入する導入パイプであり、この導入パイプ 47 から導入された液体酸素が低圧精留塔 28 の底部に流下し、この底部に溜まる液体酸素 34 に合流する。48 は低圧精留塔 28 から延びる排出用パイプであり、低圧精留塔 28 の棚段 (またはバックドカラム) 28a の上部に溜まる窒素ガス (廃 GN_2) を取り出して過冷却器 49 に導入し、この過冷却器 49 を経た廃窒素ガスを主熱交換器 21 内に案内し、高濃度酸素含有圧縮空気 II を冷却したのち外部に放出する作用をする。上記過冷却器 49 は、その内部に、送給パイプ 29 内の高濃度酸素含有液体空気 24、分岐パイプ 33 内の液体窒素 (還流液)、製品窒素ガス取出パイプ 36 内の製品窒素ガスおよび排出用パイプ 48 内の廃窒素ガスを通し、送給パイプ 29 内の高濃度酸素含有液体空気 24 を冷却する作用をする。50 は低圧精留塔 28 の底面から延びる液体酸素取出パイプであり、低圧精留塔 28 の底部に溜まる液体酸素を取り出して主熱交換器 21 内に案内し、高濃度酸素含有圧縮空気 II を冷却させるとともに、それ自身を常温に昇温させ製品酸素ガスとして製品酸素ガス取出パイプ 35 に導入する作用をする。51 は製品窒素ガス取出パイプ 36 に設けた製品窒素ガス圧縮機であり、製品窒素ガス取出パイプ 36 内を通る製品窒素ガスを所定の圧力に昇圧する作用をする。52 は製品酸素ガス取出パイプ 35 に設けた第 1 製品酸素ガス圧縮機であり、製品酸素ガス取出パイプ 35 内を通る製品酸素ガスを所定の圧力に昇圧し低圧製品酸素ガス取出パイプ 53 に供給する作用をする。54 は第 2 製品酸素ガス圧縮機であり、第 1 製品酸素ガス圧縮機 52 を経た製品酸素ガスをさらに昇圧し高圧製品酸素ガス取出パイプ 55 に供給する作用をする。なお、この実施の形態では、高圧精留塔 23 の天井面と、この高圧精留塔 23 の上方に設けた低圧精留塔 28 の底面とを一体化し同一材で形成している。図において、36a は製品窒素ガス取出パイプ 36 内を通る製品窒素ガスを排出用パイプ 48 に送給するパイプである。39A はコールドボックスであり、内部にパーライト等の断熱材が充填され真空吸引されている。それ以外の部分は、図 2 に示す実施の形態と同様であり、同様の

部分には同じ符号を付している。

【0020】

この装置を用い、つぎのようにして窒素ガスおよび酸素ガスを製造することができる。すなわち、図2に示す実施の形態と同様にし、空気圧縮機（空気圧縮手段）1から外部の空気を取り入れ、ここで空気を低圧で圧縮し、水分離器（図示せず）により圧縮された空気中の水分を除去し、その状態で第1吸着塔（酸素濃縮手段）2, 3に送り込み、圧縮空気中の窒素ガス、水分、炭酸ガスおよび炭化水素ガス（ $C_n H_m$ ）等を吸着除去する。これにより、圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する。ついで、第1吸着塔2, 3を経た高濃度酸素含有圧縮空気Iを酸素空気圧縮機（酸素空気圧縮手段）11に導入し、この酸素空気圧縮機11により高濃度酸素含有圧縮空気Iをさらに圧縮し高濃度酸素含有圧縮空気IIとする。つぎに、この高濃度酸素含有圧縮空気IIを主熱交換器21内に送り込んで超低温に冷却し、その状態で高圧精留塔23の下部に導入する。ついで、高圧精留塔23内で、この高濃度酸素含有圧縮空気IIと、低圧精留塔28でつくられた還流液体とを向流接触させて圧縮空気を精留し、窒素と酸素の沸点の差（酸素の大気圧での沸点 $-183^{\circ}C$ 、同じく窒素の沸点 $-196^{\circ}C$ ）により、高濃度酸素含有圧縮空気II中の高沸点成分である酸素を液化させ、窒素を気体とする。

【0021】

また、低圧精留塔28の上部に溜まった窒素ガスを製品窒素ガス取出パイプ36から取り出して過冷却器（熱交換器）49に送り込み、主熱交換器21に導入して主熱交換器21で常温近くまで昇温させたのち、製品窒素ガスとして装置外に送り出す。他方、高圧精留塔23の底部に溜った高濃度酸素含有液体空気24を送給パイプ29で過冷却器49に送り込み、ここで冷却した気-液混合状態の高濃度酸素含有液体空気24を低圧精留塔28に送り込み、窒素を気化除去した液体酸素34として低圧精留塔28の底部に溜め、低圧精留塔28底部の凝縮器30を通る窒素ガスと熱交換させて気化させる。この気化させた酸素ガスを製品酸素ガス取出パイプ35から取り出して主熱交換器21に送り込み常温近くまで昇温させたのち、第1製品酸素圧縮機52を経由した製品酸素ガスを低圧製品酸素ガス取出パイプ53により装置外に送り出し、第2製品酸素圧縮機54を経由

した製品酸素ガスを高圧製品酸素ガス取出パイプ 55 により装置外に送り出す。
このようにして製品酸素ガスおよび窒素ガスが得られる。

【0022】

上記のように、この実施の形態でも、図 2 の実施の形態と同様の作用・効果を奏する。

【0023】

図 4 は本発明の空気分離装置のさらに他の実施の形態を示している。この実施の形態では、図 2 に示す実施の形態において、膨脹タービン 37 に代えて、装置外からタンクローリー等で液体窒素 (LN_2) が供給される液体窒素貯槽 (図示せず) を用い、その液体窒素を寒冷源としている以外は、実質的に図 2 に示す装置と同じである。すなわち、47a は液体窒素貯槽からの液体窒素を、寒冷源として高圧精留塔 23 の上部に導入する導入パイプであり、この導入パイプ 47a から導入された液体窒素と低圧精留塔 28 下部の凝縮器 30 で液化された液体窒素の一部とが、高圧精留塔 23 の上部に導入される。それ以外の部分は、図 2 に示す実施の形態と同様であり、同様の部分には同じ符号を付している。

【0024】

【発明の効果】

以上のように、本発明の空気分離装置は、空気圧縮手段により原料空気を低圧に圧縮し、この空気圧縮手段に続いて、その圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する酸素濃縮手段を設け、原料空気中の酸素濃度を高め、これを、酸素空気圧縮手段、熱交換器を経由して精留塔に供給している。そのため、同一量の酸素ガス等を製造する場合、大幅なエネルギーの節約ができるとともに、酸素濃縮手段以降の各手段の流通流量の大幅な低減を実現することにより、それらを従来のものの半分以下に小形化でき、結果的に装置全体の著しい小形化を達成することができる。

【0025】

また、上記酸素濃縮手段を、圧縮空気中の窒素ガスを吸着する吸着剤を収容する吸着塔とし、上記吸着剤で圧縮空気中の水分等の不純物をも除去するようにした場合には、上記吸着塔の吸着剤の作用により圧縮空気中の酸素ガスを濃縮させることができるうえ、圧縮空気中の水分をも除去できるため、酸素濃縮手段に続

く酸素空気圧縮手段で圧縮する対象は、より乾燥したものとなり、圧縮動力をより減少させることができる。

【0026】

また、酸素空気圧縮手段と熱交換器との間に、高濃度酸素含有圧縮空気 I I 中の不純物を除去する除去手段を設けたときは、上記高濃度酸素含有圧縮空気 I I 中に、微量残存する炭化水素、水分、 NO_x 等を除去することができ、原料空気として海岸沿いの空気（ナトリウムイオン多い）または道路沿いの空気（自動車排ガス多い）等、質の悪い空気も利用できるようになる。

【図面の簡単な説明】

【図 1】

本発明の空気分離装置の一実施の形態を示す構成図である。

【図 2】

本発明の空気分離装置の他の実施の形態を示す構成図である。

【図 3】

本発明の空気分離装置のさらに他の実施の形態を示す構成図である。

【図 4】

本発明の空気分離装置のさらに他の実施の形態を示す構成図である。

【図 5】

従来例を示す構成図である。

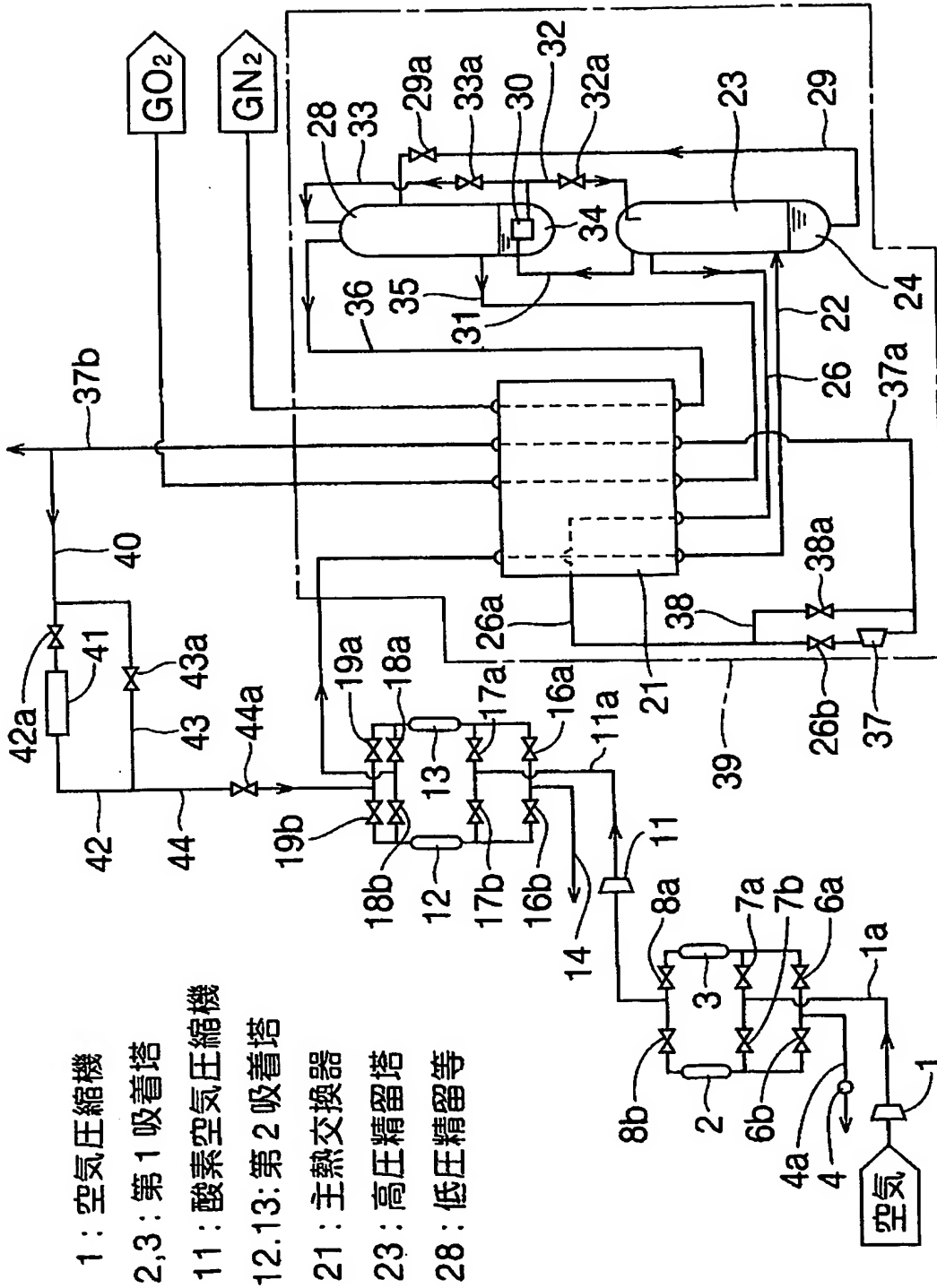
【符号の説明】

- 1 空気圧縮機
- 2, 3 第 1 吸着塔
- 11 酸素空気圧縮機
- 12, 13 第 2 吸着塔
- 21 主熱交換器
- 23 高圧精留塔
- 28 低圧精留塔

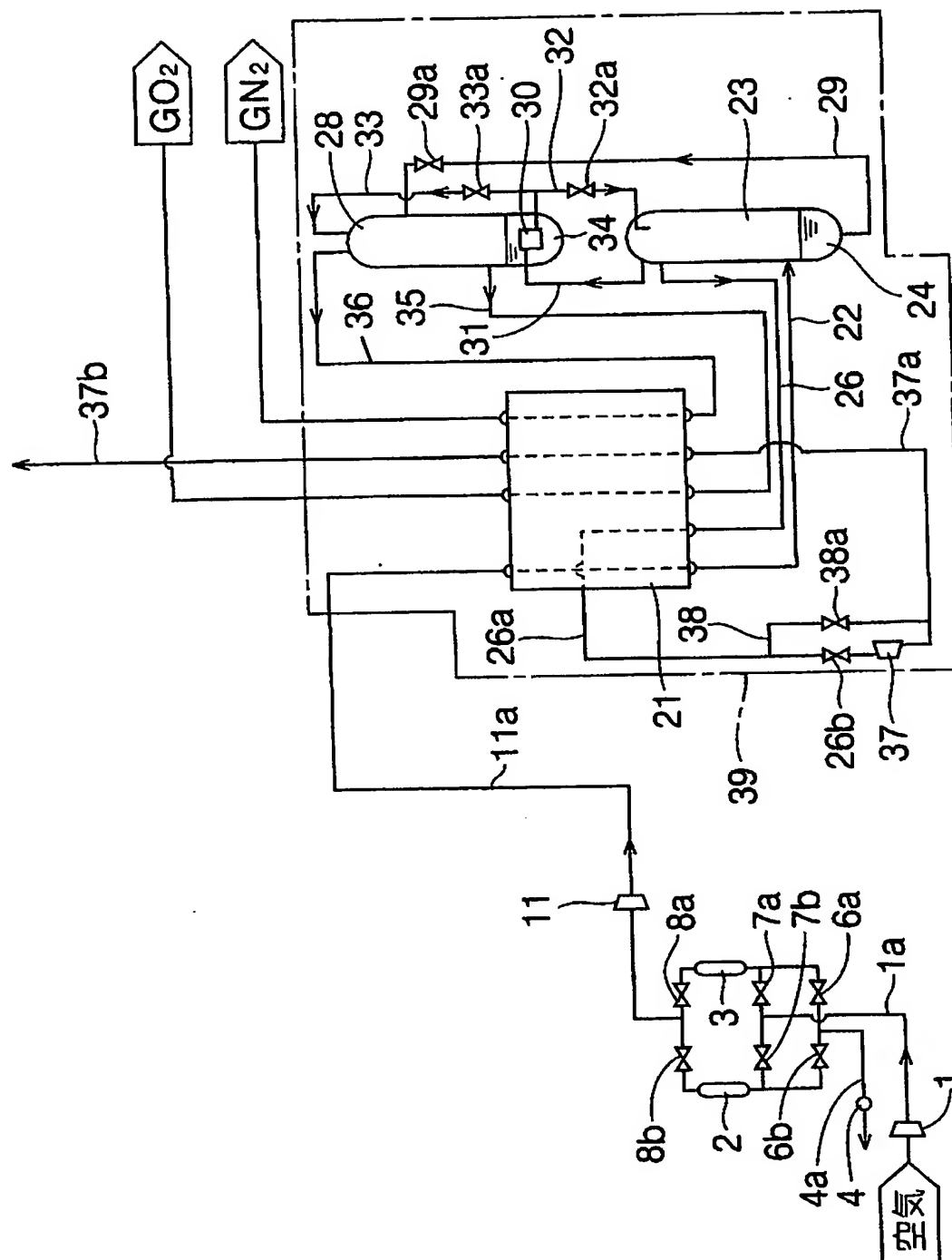
【書類名】

図面

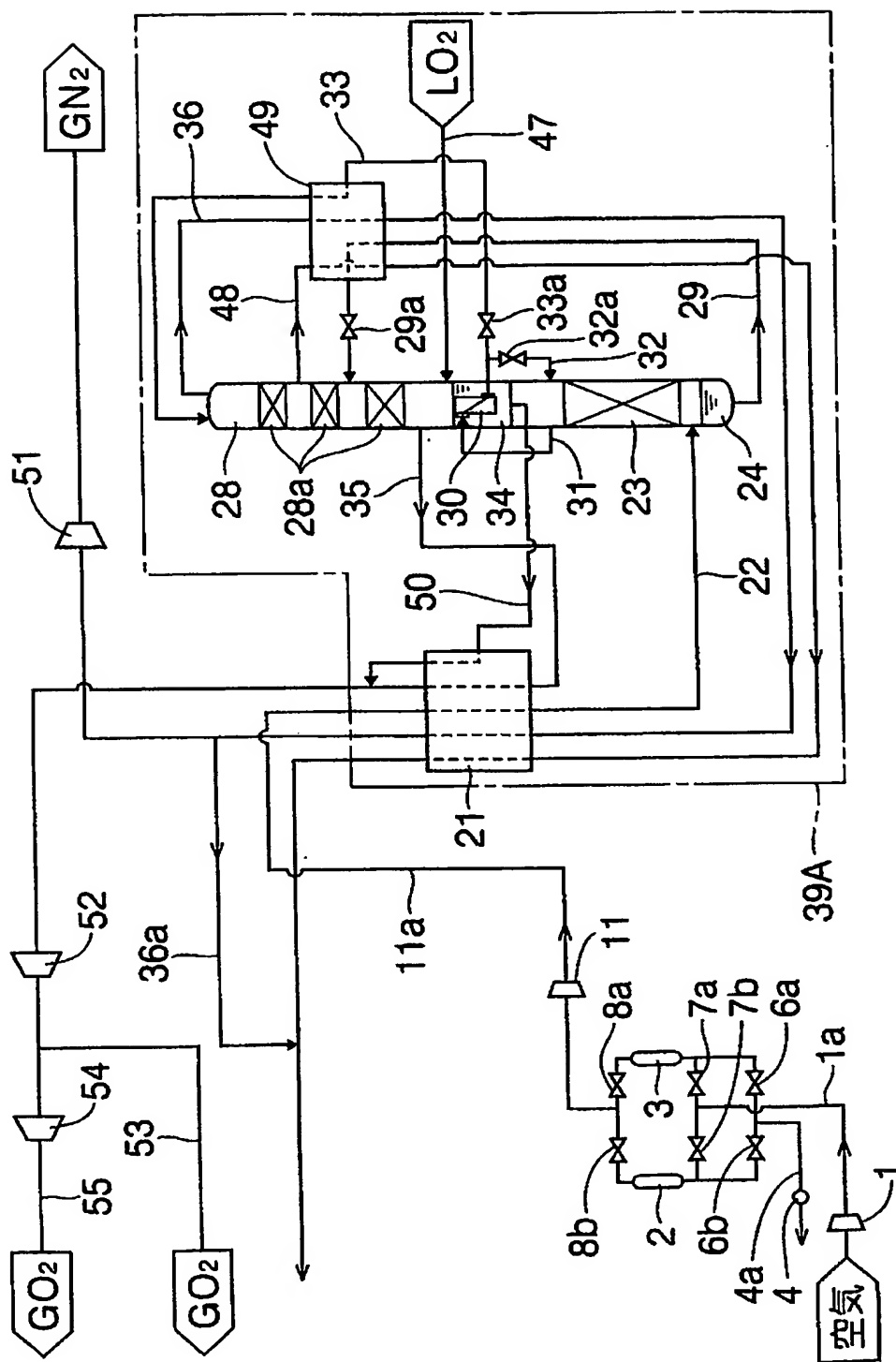
【図1】



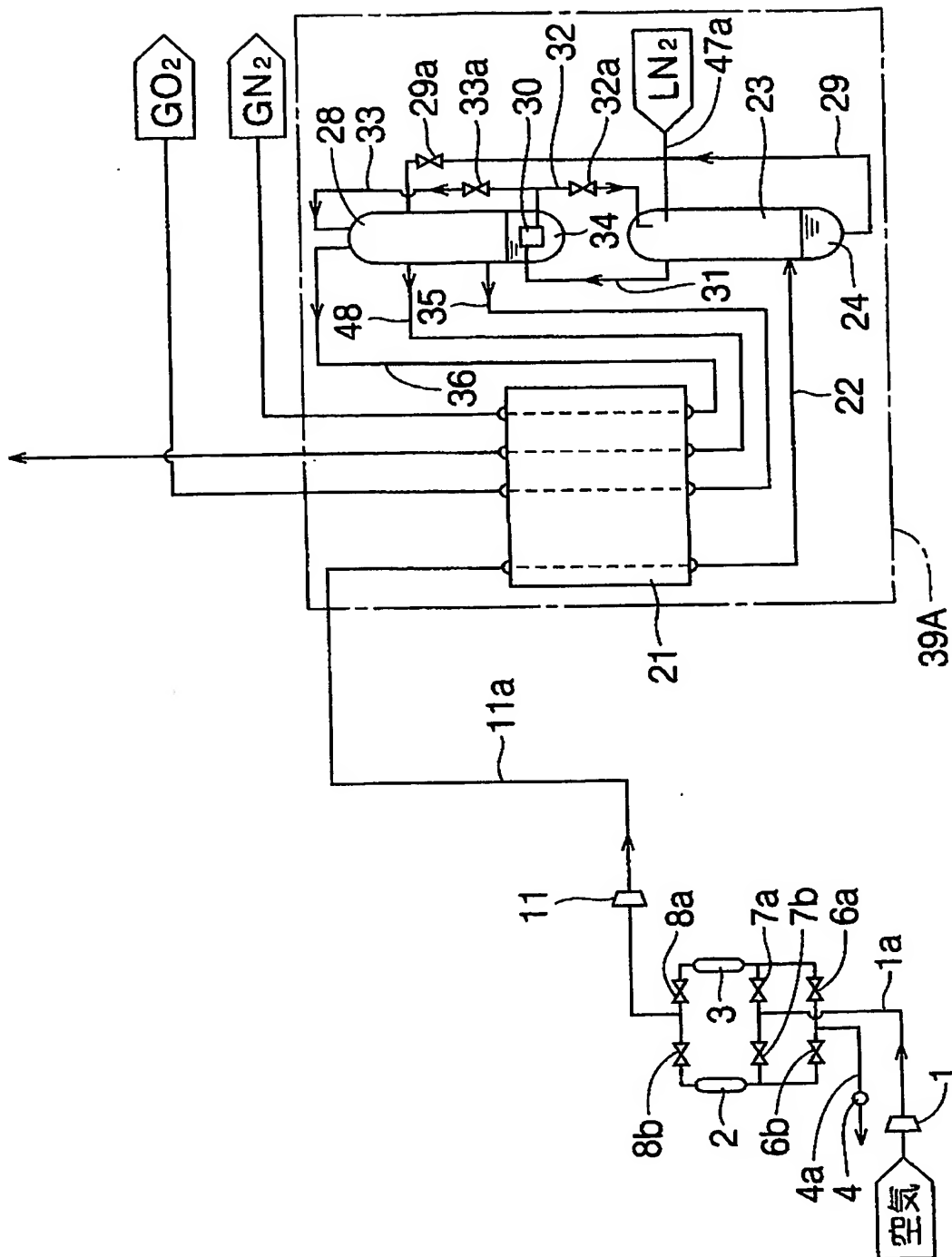
【図 2】



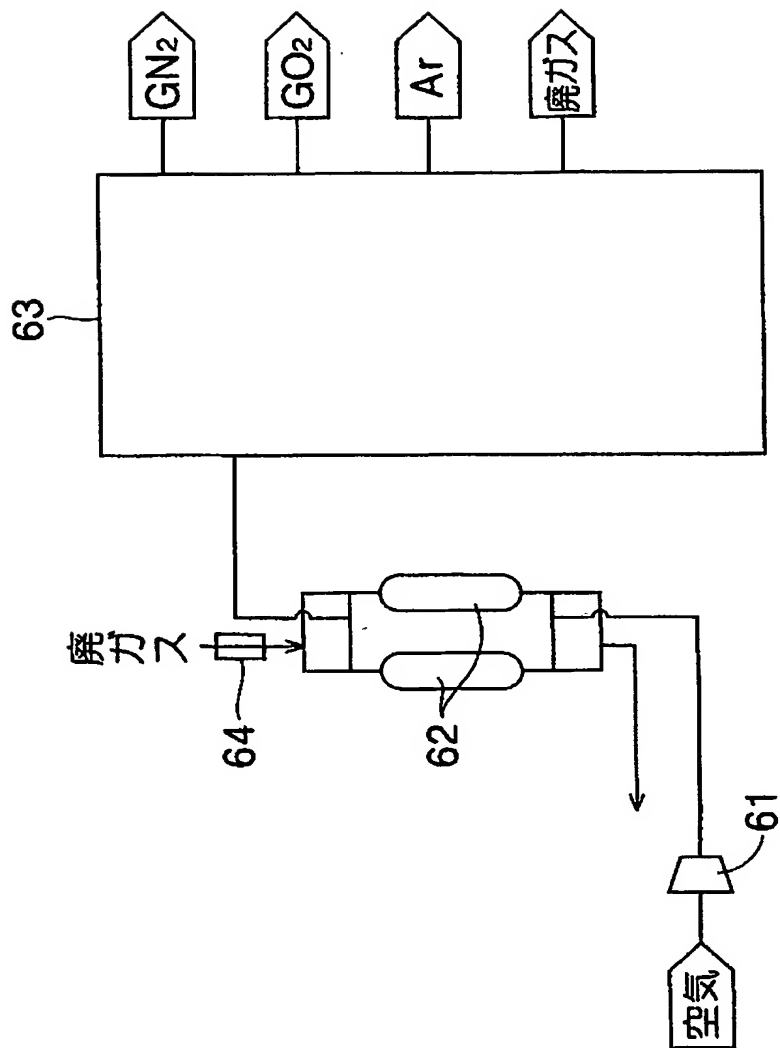
【図 3】



【図4】



【図 5】



【書類名】 要約書**【要約】**

【課題】 酸素ガスを省エネルギーで製造することができ、装置を著しく小形化できる空気分離装置を提供する。

【解決手段】 外部より空気を取り入れて圧縮する空気圧縮機 1 と、この空気圧縮機 1 によって圧縮された圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する第 1 吸着塔 2, 3 と、この第 1 吸着塔 2, 3 を経た高濃度酸素含有圧縮空気 I I をさらに圧縮する酸素空気圧縮機 1 1 と、この酸素空気圧縮機 1 1 を経た高濃度酸素含有圧縮空気 I I を冷却する主熱交換器 2 1 と、この主熱交換器 2 1 を経由し低温に冷却された高濃度酸素含有圧縮空気 I I を各成分ガスの沸点差を利用して分離し酸素ガスを取り出す高圧精留塔 2 3, 低圧精留塔 2 8 とを備えている。

【選択図】 図 1

【書類名】 手続補正書

【整理番号】 D15-2

【提出日】 平成15年 4月17日

【あて先】 特許庁長官 殿

【事件の表示】

 【出願番号】 特願2003- 86052

【補正をする者】

 【識別番号】 000126115

 【氏名又は名称】 エア・ウォーター株式会社

【代理人】

 【識別番号】 100079382

 【弁理士】

 【氏名又は名称】 西藤 征彦

【手続補正 1】

 【補正対象書類名】 明細書

 【補正対象項目名】 全文

 【補正方法】 変更

 【補正の内容】 1

【手続補正 2】

 【補正対象書類名】 要約書

 【補正対象項目名】 全文

 【補正方法】 変更

 【補正の内容】 14

【プルーフの要否】 要

【書類名】 明細書

【発明の名称】 空気分離装置

【特許請求の範囲】

【請求項 1】 外部より空気を取り入れて低圧で圧縮する空気圧縮手段と、この空気圧縮手段によって圧縮された圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する酸素濃縮手段と、この酸素濃縮手段を経た高濃度酸素含有圧縮空気Ⅹをさらに圧縮する酸素空気圧縮手段と、この酸素空気圧縮手段を経た高濃度酸素含有圧縮空気Ⅹを冷却する熱交換器と、この熱交換器を経由し低温に冷却された高濃度酸素含有圧縮空気Ⅹを各成分ガスの沸点差を利用して分離し酸素ガスを取り出す精留塔とを備えたことを特徴とする空気分離装置。

【請求項 2】 上記酸素濃縮手段を、圧縮空気中の窒素ガスを吸着する吸着剤を収容する吸着塔とし、上記吸着剤で圧縮空気中の水分等の不純物をも除去するようにした請求項 1 記載の空気分離装置。

【請求項 3】 酸素空気圧縮手段と熱交換器との間に、高濃度酸素含有圧縮空気Ⅹ中の不純物を除去する除去手段を設けた請求項 1 または 2 記載の空気分離装置。

【発明の詳細な説明】

【0001】

【発明の属する技術分野】

本発明は、酸素ガスを省エネルギーで製造することができ、装置を著しく小形化できる空気分離装置に関するものである。

【0002】

【従来の技術】

一般に、窒素ガス (GN_2)、酸素ガス (GO_2)、アルゴン (Ar) 等は、図 5 に示すように、空気を原料とし、これを空気圧縮機 61 で圧縮したのち、吸着塔 62 に入れて圧縮空気中の水 (H_2O)、炭酸ガス (CO_2) および炭化水素ガス (C_nM_m) を吸着除去し、さらに、コールドボックス 63 内の主熱交換器 (図示せず) を通して冷媒と熱交換させて超低温に冷却し、つぎに、精留塔 (図示せず) 内で深冷分離して製品ガス (窒素ガス、酸素ガス等) を製造し、これ

を上記主熱交換器を通して常温近くまで昇温させるという工程を経て製造されている。また、コールドボックス 63 から取り出される廃ガスは、吸着塔 62 の再生用として利用されている（例えば、特許文献 1 参照）。図 5 において、64 は再生・排気用のヒーターである。

【0003】

【特許文献 1】

特開平 8-261644 号公報（段落番号〔0011〕～〔0015〕）

【0004】

【発明が解決しようとする課題】

このような空気分離装置では、空気圧縮機 61 として、通常、吐出圧力が $5 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ [0.5 MPa G (ゲージ圧)] 程度の空気圧縮機 61 が使用されているが、この空気圧縮機 61 を用いて $10,000 \text{ m}^3/\text{h}$ (Normal) の酸素ガスを製造しようとする、これに必要な空気量は、空気の各成分ガスの成分割合（体積%）が、酸素 20.9%：窒素 78.1%：アルゴン 0.9% であるため、酸素ガスの回収効率を 97% とすると、理論上では、空気量 = $(10,000 \div 0.209) \div 0.97$ で算出され、約 $50,000 \text{ m}^3/\text{h}$ (Normal) の空気量が必要となる。このため、上記必要な空気量に見合う吸着塔 62、主熱交換器、精留塔等を使用する必要がある、装置全体が大掛かりになっている。しかも、 $10,000 \text{ m}^3/\text{h}$ (Normal) の酸素ガスを製造する場合、これに必要な空気圧縮機 61 の圧縮動力（この圧縮動力は、通常、上記必要な空気量の数値に約 0.09 を乗じた値とされている）が 4500 kW 程度であり、吸着塔 62 の再生・排気用のヒーター 64 の駆動動力が 500 kW 程度であるため、合計 5000 kW 程度の大きな動力を必要とし、酸素ガスの製造に多大なエネルギーを要している。

【0005】

本発明は、このような事情に鑑みなされたもので、酸素ガスを省エネルギーで製造することができ、深冷分離機構（コールドボックスおよびその内部機器）等を大幅に小形化できる空気分離装置の提供をその目的とする。

【0006】

【課題を解決するための手段】

上記の目的を達成するため、本発明の空気分離装置は、外部より空気を取り入れて低圧で圧縮する空気圧縮手段と、この空気圧縮手段によって圧縮された圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する酸素濃縮手段と、この酸素濃縮手段を経た高濃度酸素含有圧縮空気Xをさらに圧縮する酸素空気圧縮手段と、この酸素空気圧縮手段を経た高濃度酸素含有圧縮空気Yを冷却する熱交換器と、この熱交換器を経由し低温に冷却された高濃度酸素含有圧縮空気Yを各成分ガスの沸点差を利用して分離し酸素ガスを取り出す精留塔とを備えたという構成をとる。

【0007】

すなわち、本発明の空気分離装置は、空気圧縮手段により原料空気を低圧力に圧縮し、この空気圧縮手段に続いて、その圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する酸素濃縮手段を設け、原料空気中の酸素濃度を高め、これを、酸素空気圧縮手段、熱交換器を経由して精留塔に供給している。そのため、同一量の酸素ガス等を製造する場合、大幅なエネルギーの節約ができるとともに、酸素濃縮手段以降の各手段の流通流量の大幅な低減を実現することにより、それらを従来のものの半分以下に小形化でき、結果的に装置全体の著しい小形化を達成することができる。ここで、上記低圧とは、酸素空気圧縮手段による圧縮圧力よりも小さいことをいい、通常は、酸素空気圧縮手段の圧縮圧力の1/3以下、好適には1/5以下、より好適には1/10以下のことをいう。

【0008】

【発明の実施の形態】

つぎに、本発明の実施の形態を図面にもとづいて詳しく説明する。

【0009】

図1は本発明の空気分離装置の一実施の形態を示している。図において、1は大気を取り込んで圧縮する空気圧縮機（空気圧縮手段）であり、その吐出圧力は、 $0.1 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ [0.01 MPa G (ゲージ圧)] 程度の低圧に設定されている。1aは空気圧縮機1を経た圧縮空気を第1吸着塔2, 3に送給する第1送給パイプである。第1吸着塔（酸素濃縮手段）2, 3は、内部に、上流側が

シリカゲル等の吸着剤が充填され、下流側に当出願人が開発したモレキュラーシーブス製吸着剤（エアウォーター社製AW0203）が充填されている。この第1吸着塔2, 3は、2個一対となっていて吸着・再生を交互に切換え運転する。この実施の形態では、第1吸着塔2, 3の吸着剤の作用（窒素ガス吸着作用）により、空気圧縮機1を経た低圧の圧縮空気中の各成分ガスの成分割合（体積％）を、例えば、酸素ガス50％：窒素ガス47.5％：アルゴンガス2.5％程度にし、圧縮空気中の酸素ガスの濃度を20.9体積％から50体積％に濃縮している。第1吸着塔2, 3は、上記の濃縮と同時に吸着剤の作用により圧縮空気中の水（ H_2O ）、炭酸ガス（ CO_2 ）および炭化水素ガス（ C_nH_m ）等を吸着除去する。4は第1吸着塔2, 3の再生・排気用の真空ポンプであり、4aは第1放出パイプで、第1吸着塔2, 3の吸着剤に吸着された廃ガスを大気に放出し吸着剤を再生する作用をする。このように、第1吸着塔2, 3およびその開閉弁6a, 6b, 8a, 8b付きのパイプ路ならびに真空ポンプ4からなる系は、VSA（バキュームスイングアブソプド）、膜分離となっていて一方の第1吸着塔2（3）が吸着作動しているときは、他方の第1吸着塔3（2）は真空ポンプ4の真空吸引により再生されている。なお、上記空気圧縮機1と第1吸着塔2, 3との間には、空気圧縮機1により圧縮された圧縮空気中の水分を除去する水分離器（図示せず）、場合により、この水分離器を経た圧縮空気を冷却するフロン冷却器（図示せず）が設けられている。また、この実施の形態では、上記の系はVSAとなっているが、PSA（プレッシャースイングアブソプド）、TSA（サーマルスイングアブソプド）の膜分離であってもよい。図において、6a, 6b, 7a, 7b, 8a, 8bは第1吸着塔2, 3を交互に吸着・再生運転させるための開閉弁である。

【0010】

11は第1吸着塔2, 3を経た高濃度酸素含有圧縮空気Xをさらに圧縮する小形の酸素空気圧縮機（流通する気体が従来のものの1/2以下になるため、1/2以下の小形サイズで足りる）〔酸素空気圧縮手段〕である。この実施の形態では、上記酸素空気圧縮機11として、高濃度酸素含有圧縮空気Xをさらに圧縮する小形の酸素空気圧縮機（オイルレスのセントリフューガルコンプレッサー：吐

出圧力 $5 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ [0.5 MPa G (ゲージ圧)] 程度の酸素空気圧縮機) が用いられている。この酸素空気圧縮機 11 は、高濃度酸素含有圧縮空気 X をさらに圧縮する際の爆発を防ぐため、オイルレス等の機構となっている。11a は酸素空気圧縮機 11 を経た高濃度酸素含有圧縮空気 Y を第 2 吸着塔 12, 13 に送気する第 2 送給パイプである。12, 13 は内部に、市販モレキュラーシーブ等の吸着剤が充填され、交互に吸着・再生を行う 2 個 1 組の小形の第 2 吸着塔 (従来のものの $1/2$ 以下の小形のサイズになっている) であり、酸素空気圧縮機 11 によりさらに圧縮された高濃度酸素含有圧縮空気 Y 中に微量残存する水, 炭酸ガス, $\text{C}_n \text{M}_m$ および NO_x 等を吸着除去する作用をする。14 は第 2 放出パイプで、第 2 吸着塔 12, 13 で再生作用を終えた廃ガスを大気に放出する作用をする。この第 2 吸着塔 12, 13 および開閉弁 16a, 16b, 19a, 19b 付きのパイプ路からなる系は、TSA となっている。図において、16a, 16b, 17a, 17b, 18a, 18b, 19a, 19b は第 2 吸着塔 12, 13 を交互に吸着・再生運転させるための開閉弁である。

【0011】

21 は主熱交換器で、プレートフィン型のもの等からなり、第 2 吸着塔 12, 13 により、微量の水および炭酸ガス等が吸着除去された高濃度酸素含有圧縮空気 Y を超低温に冷却する。この主熱交換器 21 も、従来のものの $1/2$ の流通気体の処理量となることから、約 $1/2$ 以下の小形のサイズになる。22 は主熱交換器 21 により超低温に冷却された高濃度酸素含有圧縮空気 Y を高压精留塔 23 の下部に送り込む供給パイプである。この高压精留塔 (棚段式またはパッキン式) 23 も、流通する気体が従来の $1/2$ 以下になることから、 $1/2$ 以下の能力でよくなり、 $1/2$ 以下のサイズになる。上記高压精留塔 23 の内部では、供給パイプ 22 から送り込まれた高濃度酸素含有圧縮空気 Y のうち、液体の高濃度酸素含有液体空気 24 が底部に溜まり、窒素ガスが上部に上昇する。上部に上昇する窒素ガスは、その一部が第 1 還流用パイプ 31 を経由して低压精留塔 28 下部の凝縮器 (コンデンサー) 30 に導入され、残部が窒素ガス取出パイプ 26 を経由し膨脹タービン 37 の駆動ガスとなる。そして、凝縮器 30 に導入された窒素ガスは、そこで液化されて液体窒素となり、第 2 還流用パイプ 32 を経て

高圧精留塔 23 の上部に還流液として戻り、高圧精留塔 23 内を下方に流下し、下方から上昇してくる気体の高濃度酸素含有圧縮空気 Y と向流的に接触し、高濃度酸素含有圧縮空気 Y の高沸点成分ガス（酸素ガス）を液化し流下させる。このため、底部に溜まる液体の高濃度酸素含有液体空気 24 はさらに酸素リッチになり、低沸点成分ガス（窒素ガス）は高圧精留塔 23 の上部に向かって上昇する。窒素ガス取出パイプ 26 から取出された窒素ガスは、主熱交換器 21 に送られ、この主熱交換器 21 を通過する圧縮空気を冷却したのち、第 1 連結パイプ 26 a を経由して膨脹タービン 37 に供給され、先に述べたように、膨脹タービン 37 の駆動源となり寒冷を発生する。38 は開閉弁 38 a 付き迂回路である。すなわち、窒素ガス取出パイプ 26、開閉弁 26 b 付き第 1 連結パイプ 26 a を経て膨脹タービン 37 に導入された窒素ガスは、内部で膨脹し、熱力学的外部仕事を行うことにより著しく低温になって装置に必要な寒冷量を発生し、その状態で第 2 連結パイプ 37 a を経由して主熱交換器 21 に入り、ここで原料空気と熱交換して発生寒冷を原料空気に付与し、それ自身は常温となり、その大部分は、廃ガスとして放出パイプ 37 b を経由して放出され、一部が分岐パイプ 40 を経由して第 2 吸着塔 12、13 の吸着剤の再生ガスとなる。この分岐パイプ 40 は、導入された窒素ガスを、ヒータ 41 を有する第 1 パイプ 42 もしくは、ヒータなしの第 2 パイプ 43 に供給する作用をする。44 は第 3 パイプであり、第 1 パイプ 42 もしくは第 2 パイプ 43 を経た窒素ガスを第 2 吸着塔 12、13 に吸着剤再生用ガスとして供給する作用をする。

【0012】

28 は高圧精留塔 23 の上方に設けられた低圧精留塔（棚段式またはパッキンカラム式）であり、高圧精留塔 23 の底部に溜まる液体の高濃度酸素含有液体空気 24 が膨脹弁 29 a 付き送給パイプ 29 を経て送り込まれる。この低圧精留塔 28 には、その底部に凝縮器 30 が設けられており、そこに、高圧精留塔 23 から取り出された窒素ガスの一部が第 1 還流用パイプ 31 を介して導入される。この窒素ガスは、低圧精留塔 28 の底部に溜まる液体酸素（ LO_2 ：純度 99.7 体積%程度）34 を加温して液体酸素 34 を気化させる働きをし、それ自身は液体酸素 34 の冷熱によって液化し、その一部が、先に述べたように、流量調整弁

32a 付き第2還流用パイプ32を通過して高圧精留塔23の上部に還流し還流液となる。また、上記液体窒素34の残部は、流量調整弁33a 付き分岐パイプ33を通過して低圧精留塔28の上部に導入され還流液となって低圧精留塔28内を流下し気液分離作用をする。35は低圧精留塔28の下部側から延びる製品酸素ガス取出パイプであり、低圧精留塔28の底部に溜まる液体酸素34から気化した高純度の酸素ガスを取り出して主熱交換器21内に案内し、高濃度酸素含有圧縮空気Xと熱交換させて常温にし製品酸素ガスとして装置外に送り出す作用をする。36は低圧精留塔28の上部から延びる製品窒素ガス取出パイプであり、低圧精留塔28の上部に上昇してきた窒素ガスを取り出して主熱交換器21に送り、高濃度酸素含有圧縮空気Xを冷却させるとともに、それ自身を常温に昇温させ製品窒素ガスとして装置外に送り出す作用をする。図において、39はコールドボックスであり、内部に、低温断熱に用いられるパーライト等の断熱材（図示せず）が詰められている。なお、この実施の形態では、第1吸着塔2, 3のラインは、窒素ガス吸着により酸素を濃縮しているが、酸素ガスを吸着する吸着剤を用い、吸着剤に吸着され濃縮された酸素ガスを取り出すようにしてもよい。

【0013】

この装置を用い、つぎのようにして窒素ガスおよび酸素ガスを製造することができる。すなわち、まず、空気圧縮機（空気圧縮手段）1から外部の空気を取り入れ、ここで空気を低圧で圧縮し、水分離器（図示せず）により圧縮された空気中の水分を除去し、その状態で第1吸着塔（酸素濃縮手段）2, 3に送り込み、圧縮空気中の窒素ガス、水分、炭酸ガスおよび炭化水素ガス（ $C_n H_m$ ）等を吸着除去する。これにより、圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する。これが、本発明の最大の特徴である。ついで、第1吸着塔2, 3を経た高濃度酸素含有圧縮空気Xを酸素空気圧縮機（酸素空気圧縮手段）11に導入し、この酸素空気圧縮機11により高濃度酸素含有圧縮空気Xをさらに圧縮し高濃度酸素含有圧縮空気Yとしたのち第2吸着塔12, 13に送り込み、高濃度酸素含有圧縮空気Y中の水、炭酸ガスおよび NO_x 等を吸着除去する。つぎに、水、炭酸ガスおよび NO_x 等が吸着除去された高濃度酸素含有圧縮空気Yを主熱交換器21内に送り込んで超低温に冷却し、その状態で高圧精留塔23の下部に導入する。ついで、高圧精留塔

23内で、この高濃度酸素含有圧縮空気Yと、低圧精留塔28でつくられた還流液体とを向流接触させて圧縮空気を精留し、窒素と酸素の沸点の差（酸素の大気圧での沸点 -183°C 、同じく窒素の沸点 -196°C ）により、高濃度酸素含有圧縮空気Y中の高沸点成分である酸素を液化させ、窒素を気体とする。この窒素ガスを窒素ガス取出パイプ26から取り出して主熱交換器21に送り込んだのち、膨脹タービン37に供給し、ここで寒冷を発生させたのち、その大部分を装置外に放出し、一部を第2吸着塔12, 13の再生ガスとする。

【0014】

また、低圧精留塔28の上部に溜まった窒素ガスを製品窒素ガス取出パイプ36から取り出して主熱交換器21に送り込み、常温近くまで昇温させたのち、製品窒素ガスとして装置外に送り出す。他方、高圧精留塔23の底部に溜った液体の高濃度酸素含有液体空気24を送給パイプ29を経て低圧精留塔28に送り込み、窒素を気化除去した液体酸素34として低圧精留塔28の底部に溜め、低圧精留塔28底部の凝縮器30を通る窒素ガスと熱交換させて気化させる。この気化させた酸素ガスを製品酸素ガス取出パイプ35から取り出して主熱交換器21に送り込み常温近くまで昇温させたのち、製品酸素ガスとして装置外に送り出す。このようにして製品酸素ガスおよび窒素ガスが得られる。

【0015】

上記実施の形態では、第1吸着塔2, 3により、圧縮空気中の酸素ガスの濃度が20.9体積%から50体積%程度に濃縮されているため、 $10,000\text{ m}^3/\text{h}$ (Normal)の酸素ガスを製造するのに必要な空気量は、酸素ガスの回収効率を97%とすると、理論上では、 $\text{空気量} = (10,000 \div 0.500) \div 0.97$ で算出され、約 $20,600\text{ m}^3/\text{h}$ (Normal)の空気量であり、冒頭で述べた従来のものの41%程度に減少している。しかも、 $10,000\text{ m}^3/\text{h}$ (Normal)の酸素ガスを製造するのに必要な酸素空気圧縮機11の圧縮動力が2000kW程度にまで減少し、また、酸素空気圧縮機1の圧縮動力が300kW程度に、真空ポンプ4の駆動動力が900kW程度に、電気ヒータ41の電力量が200kW程度になると推測されるため、合計3400kWとなり、従来の70%程度に減少している。したがって、30%以上の省エネルギー

ギーを実現できる。

【0016】

また、この実施の形態では、原料空気を圧縮する空気圧縮機 1 に続いて、その圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する第 1 吸着塔 2, 3 を設け、原料空気中の酸素濃度を高め、これを酸素空気圧縮機 11, 主熱交換器 21 を経由して高圧精留塔 23, 低圧精留塔 28 に供給している。そのため、酸素空気圧縮機 11 以降の、主熱交換器 21, 両精留塔 23, 28 のような各機器の流通流量の大幅な低減を実現することにより、それらを従来のものの半分以下に小形化でき、結果的に装置全体の著しい小形化を達成することができる。

【0017】

例えば、 $70,000\text{ m}^3/\text{h}$ (Normal) の酸素ガスを製造する場合、従来のものでは高圧精留塔 23 の直径が 7 m (当社計算値) となり、これは工場で組立てて現地に運ぶのは輸送手段がないことから、やむなく現地で組立てざるを得なかったが、この実施の形態では、同量の酸素を製造する場合、精留塔を流通する気体が 1/2 以下となるため、上記精留塔の直径を約 4.2 m にすることができる。そのため、工場で組立て現地に運搬することが可能となり、大幅な省力化が可能となる。

【0018】

図 2 は本発明の空気分離装置の他の実施の形態を示している。この実施の形態では、第 2 吸着塔 12, 13 を省いている。すなわち、第 2 吸着塔 12, 13, 第 2 放出パイプ 14, 開閉弁 16a, 16b, 17a, 17b, 18a, 18b, 19a, 19b 付きのパイプ路, 分岐パイプ 40 および第 1～第 3 パイプ 42～44 を省いている。それ以外の部分は上記実施の形態と同様であり、同様の部分には同じ符号を付している。この実施の形態では、装置を、原料空気として清浄な空気を用いるような場所等に設置することにより、前記実施の形態と同様の効果を奏するうえ、装置の簡素化、小形化を達成できる。

【0019】

図 3 は本発明の空気分離装置のさらに他の実施の形態を示している。この実施の形態では、図 2 に示す実施の形態において、膨脹タービン 37 に代えて、装置

外からタンクローリー等で液体酸素 (LO_2) が供給される液体酸素貯槽 (図示せず) を用い、その液体酸素を寒冷源としている以外は、実質的に図 2 に示す装置と同じである。図において、47 は液体酸素貯槽からの液体酸素を、寒冷源として低圧精留塔 28 の下部に導入する導入パイプであり、この導入パイプ 47 から導入された液体酸素が低圧精留塔 28 の底部に流下し、この底部に溜まる液体酸素 34 に合流する。48 は低圧精留塔 28 から延びる排出用パイプであり、低圧精留塔 28 の棚段 (またはパッキドカラム) 28a の上部に溜まる窒素ガス (廃 GN_2) を取り出して過冷却器 49 に導入し、この過冷却器 49 を経た廃窒素ガスを主熱交換器 21 内に案内し、高濃度酸素含有圧縮空気 Y を冷却したのち外部に放出する作用をする。上記過冷却器 49 は、その内部に、送給パイプ 29 内の高濃度酸素含有液体空気 24、分岐パイプ 33 内の液体窒素 (還流液)、製品窒素ガス取出パイプ 36 内の製品窒素ガスおよび排出用パイプ 48 内の廃窒素ガスを通し、送給パイプ 29 内の高濃度酸素含有液体空気 24 を冷却する作用をする。50 は低圧精留塔 28 の底面から延びる液体酸素取出パイプであり、低圧精留塔 28 の底部に溜まる液体酸素を取り出して主熱交換器 21 内に案内し、高濃度酸素含有圧縮空気 Y を冷却させるとともに、それ自身を常温に昇温させ製品酸素ガスとして製品酸素ガス取出パイプ 35 に導入する作用をする。51 は製品窒素ガス取出パイプ 36 に設けた製品窒素ガス圧縮機であり、製品窒素ガス取出パイプ 36 内を通る製品窒素ガスを所定の圧力に昇圧する作用をする。52 は製品酸素ガス取出パイプ 35 に設けた第 1 製品酸素ガス圧縮機であり、製品酸素ガス取出パイプ 35 内を通る製品酸素ガスを所定の圧力に昇圧し低圧製品酸素ガス取出パイプ 53 に供給する作用をする。54 は第 2 製品酸素ガス圧縮機であり、第 1 製品酸素ガス圧縮機 52 を経た製品酸素ガスをさらに昇圧し高圧製品酸素ガス取出パイプ 55 に供給する作用をする。なお、この実施の形態では、高圧精留塔 23 の天井面と、この高圧精留塔 23 の上方に設けた低圧精留塔 28 の底面とを一体化し同一材で形成している。図において、36a は製品窒素ガス取出パイプ 36 内を通る製品窒素ガスを排出用パイプ 48 に送給するパイプである。39A はコールドボックスであり、内部にパーライト等の断熱材が充填され真空吸引されている。それ以外の部分は、図 2 に示す実施の形態と同様であり、同様の部分

には同じ符号を付している。

【0020】

この装置を用い、つぎのようにして窒素ガスおよび酸素ガスを製造することができる。すなわち、図2に示す実施の形態と同様にし、空気圧縮機（空気圧縮手段）1から外部の空気を取り入れ、ここで空気を低圧で圧縮し、水分離器（図示せず）により圧縮された空気中の水分を除去し、その状態で第1吸着塔（酸素濃縮手段）2, 3に送り込み、圧縮空気中の窒素ガス、水分、炭酸ガスおよび炭化水素ガス（ $C_n H_m$ ）等を吸着除去する。これにより、圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する。ついで、第1吸着塔2, 3を経た高濃度酸素含有圧縮空気Xを酸素空気圧縮機（酸素空気圧縮手段）11に導入し、この酸素空気圧縮機11により高濃度酸素含有圧縮空気Xをさらに圧縮し高濃度酸素含有圧縮空気Yとする。つぎに、この高濃度酸素含有圧縮空気Yを主熱交換器21内に送り込んで超低温に冷却し、その状態で高圧精留塔23の下部に導入する。ついで、高圧精留塔23内で、この高濃度酸素含有圧縮空気Yと、低圧精留塔28でつくられた還流液体とを向流接触させて圧縮空気を精留し、窒素と酸素の沸点の差（酸素の大気圧での沸点 $-183^{\circ}C$ 、同じく窒素の沸点 $-196^{\circ}C$ ）により、高濃度酸素含有圧縮空気Y中の高沸点成分である酸素を液化させ、窒素を気体とする。

【0021】

また、低圧精留塔28の上部に溜まった窒素ガスを製品窒素ガス取出パイプ36から取り出して過冷却器（熱交換器）49に送り込み、主熱交換器21に導入して主熱交換器21で常温近くまで昇温させたのち、製品窒素ガスとして装置外に送り出す。他方、高圧精留塔23の底部に溜った高濃度酸素含有液体空気24を送給パイプ29で過冷却器49に送り込み、ここで冷却した気-液混合状態の高濃度酸素含有液体空気24を低圧精留塔28に送り込み、窒素を気化除去した液体酸素34として低圧精留塔28の底部に溜め、低圧精留塔28底部の凝縮器30を通る窒素ガスと熱交換させて気化させる。この気化させた酸素ガスを製品酸素ガス取出パイプ35から取り出して主熱交換器21に送り込み常温近くまで昇温させたのち、第1製品酸素圧縮機52を経由した製品酸素ガスを低圧製品酸素ガス取出パイプ53により装置外に送り出し、第2製品酸素圧縮機54を経由

した製品酸素ガスを高圧製品酸素ガス取出パイプ 55 により装置外に送り出す。
このようにして製品酸素ガスおよび窒素ガスが得られる。

【0022】

上記のように、この実施の形態でも、図 2 の実施の形態と同様の作用・効果を奏する。

【0023】

図 4 は本発明の空気分離装置のさらに他の実施の形態を示している。この実施の形態では、図 2 に示す実施の形態において、膨脹タービン 37 に代えて、装置外からタンクローリー等で液体窒素 ($L N_2$) が供給される液体窒素貯槽 (図示せず) を用い、その液体窒素を寒冷源としている以外は、実質的に図 2 に示す装置と同じである。すなわち、47a は液体窒素貯槽からの液体窒素を、寒冷源として高圧精留塔 23 の上部に導入する導入パイプであり、この導入パイプ 47a から導入された液体窒素と低圧精留塔 28 下部の凝縮器 30 で液化された液体窒素の一部とが、高圧精留塔 23 の上部に導入される。それ以外の部分は、図 2 に示す実施の形態と同様であり、同様の部分には同じ符号を付している。

【0024】

【発明の効果】

以上のように、本発明の空気分離装置は、空気圧縮手段により原料空気を低圧に圧縮し、この空気圧縮手段に続いて、その圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する酸素濃縮手段を設け、原料空気中の酸素濃度を高め、これを、酸素空気圧縮手段、熱交換器を経由して精留塔に供給している。そのため、同一量の酸素ガス等を製造する場合、大幅なエネルギーの節約ができるとともに、酸素濃縮手段以降の各手段の流通流量の大幅な低減を実現することにより、それらを従来のものの半分以下に小形化でき、結果的に装置全体の著しい小形化を達成することができる。

【0025】

また、上記酸素濃縮手段を、圧縮空気中の窒素ガスを吸着する吸着剤を収容する吸着塔とし、上記吸着剤で圧縮空気中の水分等の不純物をも除去するようにした場合には、上記吸着塔の吸着剤の作用により圧縮空気中の酸素ガスを濃縮させることができるうえ、圧縮空気中の水分をも除去できるため、酸素濃縮手段に続

く酸素空気圧縮手段で圧縮する対象は、より乾燥したものとなり、圧縮動力をより減少させることができる。

【0026】

また、酸素空気圧縮手段と熱交換器との間に、高濃度酸素含有圧縮空気Y中の不純物を除去する除去手段を設けたときは、上記高濃度酸素含有圧縮空気Y中に、微量残存する炭化水素、水分、NO_x等を除去することができ、原料空気として海岸沿いの空気（ナトリウムイオン多い）または道路沿いの空気（自動車排ガス多い）等、質の悪い空気も利用できるようになる。

【図面の簡単な説明】

【図1】

本発明の空気分離装置の一実施の形態を示す構成図である。

【図2】

本発明の空気分離装置の他の実施の形態を示す構成図である。

【図3】

本発明の空気分離装置のさらに他の実施の形態を示す構成図である。

【図4】

本発明の空気分離装置のさらに他の実施の形態を示す構成図である。

【図5】

従来例を示す構成図である。

【符号の説明】

- 1 空気圧縮機
- 2, 3 第1吸着塔
- 11 酸素空気圧縮機
- 12, 13 第2吸着塔
- 21 主熱交換器
- 23 高圧精留塔
- 28 低圧精留塔

【書類名】 要約書**【要約】**

【課題】 酸素ガスを省エネルギーで製造することができ、装置を著しく小形化できる空気分離装置を提供する。

【解決手段】 外部より空気を取り入れて圧縮する空気圧縮機 1 と、この空気圧縮機 1 によって圧縮された圧縮空気中の酸素ガスを濃縮する第 1 吸着塔 2, 3 と、この第 1 吸着塔 2, 3 を経た高濃度酸素含有圧縮空気 X をさらに圧縮する酸素空気圧縮機 11 と、この酸素空気圧縮機 11 を経た高濃度酸素含有圧縮空気 Y を冷却する主熱交換器 21 と、この主熱交換器 21 を経由し低温に冷却された高濃度酸素含有圧縮空気 Y を各成分ガスの沸点差を利用して分離し酸素ガスを取り出す高圧精留塔 23, 低圧精留塔 28 とを備えている。

【選択図】 図 1

認定・付加情報

特許出願の番号	特願 2003-086052
受付番号	50300636457
書類名	手続補正書
担当官	兼崎 貞雄 6996
作成日	平成 15 年 4 月 22 日

<認定情報・付加情報>

【補正をする者】

【識別番号】

000126115

【住所又は居所】

北海道札幌市中央区北 3 条西 1 丁目 2 番地

【氏名又は名称】

エア・ウォーター株式会社

【代理人】

申請人

【識別番号】

100079382

【住所又は居所】

大阪府大阪市北区南森町 2 丁目 2 番 7 号 シティ
・コーポ南森町 802 西藤特許事務所

【氏名又は名称】

西藤 征彦

次頁無

特願 2 0 0 3 - 0 8 6 0 5 2

出 願 人 履 歴 情 報

識別番号 [0 0 0 1 2 6 1 1 5]

1. 変更新月日 2 0 0 0 年 4 月 1 2 日

[変更理由] 名称変更

住 所 北海道札幌市中央区北 3 条西 1 丁目 2 番地

氏 名 エア・ウォーター株式会社